

УДК 681.51.012

СПОСОБ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ С ПОМОЩЬЮ РАСПРЕДЕЛЕННЫХ УПРАВЛЯЮЩИХ ВОЗДЕЙСТВИЙ

И.Л. ЛЕВЧУК*, А.Р. ШЕЙКУС, В.Я. ТРИШКИН

ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», Днепропетровск,
УКРАИНА

*e-mail: lil@ukrpost.ua

АННОТАЦИЯ У роботі запропонований спосіб керування процесом ректифікації за допомогою розподілених керуючих впливів, що забезпечує отримання дистилляту максимально можливої якості при мінімальних енерговитратах. За математичною моделлю виконано дослідження впливу розподілених управляючих впливів на вихідні параметри установки ректифікації, встановлена доцільність їх використання при управлінні процесом. Запропонований спосіб управління процесом ректифікації може використовуватися при розробці систем оптимального управління даним процесом.

Ключові слова: спосіб управління, ректифікація, розподілені управляючі дії

АННОТАЦИЯ В работе предложен способ управления процессом ректификации на основе распределенных управляющих воздействий, обеспечивающий получение дистиллята максимально возможного качества при минимальных энергозатратах. По математической модели выполнено исследование влияния распределенных управляющих воздействий на выходные параметры установки ректификации, установлена целесообразность их использования при управлении процессом. Предложенный способ управления процессом ректификации может использоваться при разработке систем оптимального управления данным процессом.

Ключевые слова: способ управления, ректификация, распределенные управляющие воздействия

CONTROL METHOD OF DISTILLATION PROCESS WITH DISTRIBUTED CONTROL EFFECTS

I. LEVCHUK*, A. SHEYKUS, V. TRISHKIN

Ukrainian state university of chemical technology, Dnepropetrovsk, UKRAINE

ABSTRACT The aim is the improvement of the method of managing the process of rectification based on distributed control actions to increase the quality of the final product and to improve the economic efficiency of the process. The paper presents a mathematical description of the statics of a distillation column adapted to solve the problem management. A method is developed for process control of the rectification based on distributed control actions, producing distillate is the best possible quality with minimal energy consumption. According to the mathematical model study of the influence of distributed discrete and continuous control actions on the output parameters of distillation. Analysis of the dependence of the optimal composition of the distillate from the distillate flow in the column showed that distributed discrete control action in the form of a switching point of the input of raw materials in the column provides greater management efficiency, in comparison with continuous distributed control action in the form of redistribution of the raw material into two streams. Control by switching the point of entry of raw materials into rectification column saves the coolant flow in a cube columns on the interval of flow of distillate 70 KMOL/h or more is reduced to the desired steam flow rate in the column. This leads to cost reduction of the coolant per unit of production and reduces the overall energy consumption and the cost of the rectification process. The proposed method of controlling the rectification process can be used in the development of systems of optimal control of the process.

Keywords: control method, rectification, distributed control action

Введение

Современное развитие химической и родственных отраслей промышленности связано с широким применением технологических процессов, основанных на фундаментальных явлениях тепломассо-

К массообменным относят процессы, в которых происходит перенос вещества из одной фазы в другую в направлении установления равновесия [1]. Перенос вещества в середине фаз, а также через границу раздела фаз осуществляется путем диффузии, поэтому массообменные процессы называются также

© И.Л. ЛЕВЧУК, А.Р. ШЕЙКУС, В.Я. ТРИШКИН, 2015

диффузионными. К этой группе процессов относятся процессы ректификации, абсорбции, экстракции, кристаллизации, сушки и другие.

Процессы ректификации [2] являются одной из распространенных групп диффузных процессов и, несмотря на высокую энергоемкость, сложность, распределенность по длине аппарата и во времени физических превращений, их большую энергоемкость, ректификация остаётся основным методом разделения жидких смесей. Для многих производств, процесс ректификации является основным звеном технологической цепочки и определяет качество, а также себестоимость выпускаемой продукции.

В современных реалиях экономического кризиса, постигшего мир в последние годы, задача улучшения технико-экономических показателей массообменных процессов, к которым относится и ректификация, является весьма актуальной. Один из путей решения этой задачи - совершенствование способов управления массообменными процессами и разработка новых, более эффективных систем управления на их основе.

Исследованию способов управления ректификационными установками посвящено большое количество работ. В работе [3] выполнен обзор существующих способов управления ректификационными установками. Вопросы оптимального управления процессами ректификации рассмотрены в работе [4]. Способы управления ректификационной колонной на основе нейронных сетей [5]. Управление процессом ректификации по математической модели в работе [6] и путем изменения тарелки питания [7].

В последние годы для повышения эффективности управления диффузионными процессами, которые осуществляются в колонных аппаратах, используются системы управления с распределенными управляющими воздействиями [8, 9]. При этом математические модели, используемые в этих системах, имеют объектно-ориентированный характер и недостаточный уровень проработки методологических вопросов. В разработанных методах управления в основном используются традиционные подходы для повышения качества управления, при которых не достигаются потенциальные возможности технологических процессов.

Таким образом, можно сделать вывод, что разработка новых, более эффективных способов управления диффузионными процессами, к которым относится и ректификация, на основе распределенных

управляющих воздействий - это актуальная научная задача.

Цель работы

Объект исследования - способы управления процессом ректификации.

Цель работы - усовершенствование способа управления процессом ректификации на основе распределенных управляющих воздействий для увеличения качества конечного продукта и повышения экономической эффективности процесса.

Изложение основного материала

Распределенное управление системами с распределенными параметрами отличается тем, что входное воздействие включает в себя перемещение источника субстанции (вещества, энергии и др.) в пространственной области, занимаемой распределенным объектом, а роль управляющих сигналов берут на себя закон этого перемещения и (или) изменение мощности источника в процессе перемещения.

В диффузионных процессах, в частности в процессе ректификации, распределенность управляющих действий заключается в перераспределении входящего потока сырья в пространстве колонны, или в изменении точки ввода сырья в колонну.

Анализ известных способов управления процессом ректификации на основе распределенных управляющих воздействий [9, 10] показал, что они не обеспечивают высокого качества управления и требуют дальнейшего совершенствования для получения более качественного продукта и уменьшения энергетических затрат.

В данной работе проводится разработка способа управления, основанного на принципах распределенного управления и обеспечивающего протекание процесса ректификации оптимальным образом.

Для решения поставленной задачи управление процессом ректификации осуществляется путем изменения соотношения расходов потоков сырья, которые подаются в верхнюю и нижнюю части колонны. При этом изменение соотношения расходов потоков сырья в колонну рассчитывается по математической модели в зависимости от расхода и состава сырья, а регулирование расхода парового потока в колонне осуществляется путем изменения расхода греющего пара в куб колонны.

Расход пара в куб колонны и соотношение расходов потоков сырья рассчитывается по математической модели в зависимости от состава и расхода сырья в колонну, температуры греющего пара в куб колонны и температуры кубового продукта.

Стабилизации также подлежит уровень кубового продукта путем изменения расхода

кубового продукта, давление в колонне путем изменения подачи хладагента в холодильник-конденсатор и расход дистиллята.

На рис. 1 представлена схема разработанного способа управления процессом ректификации.

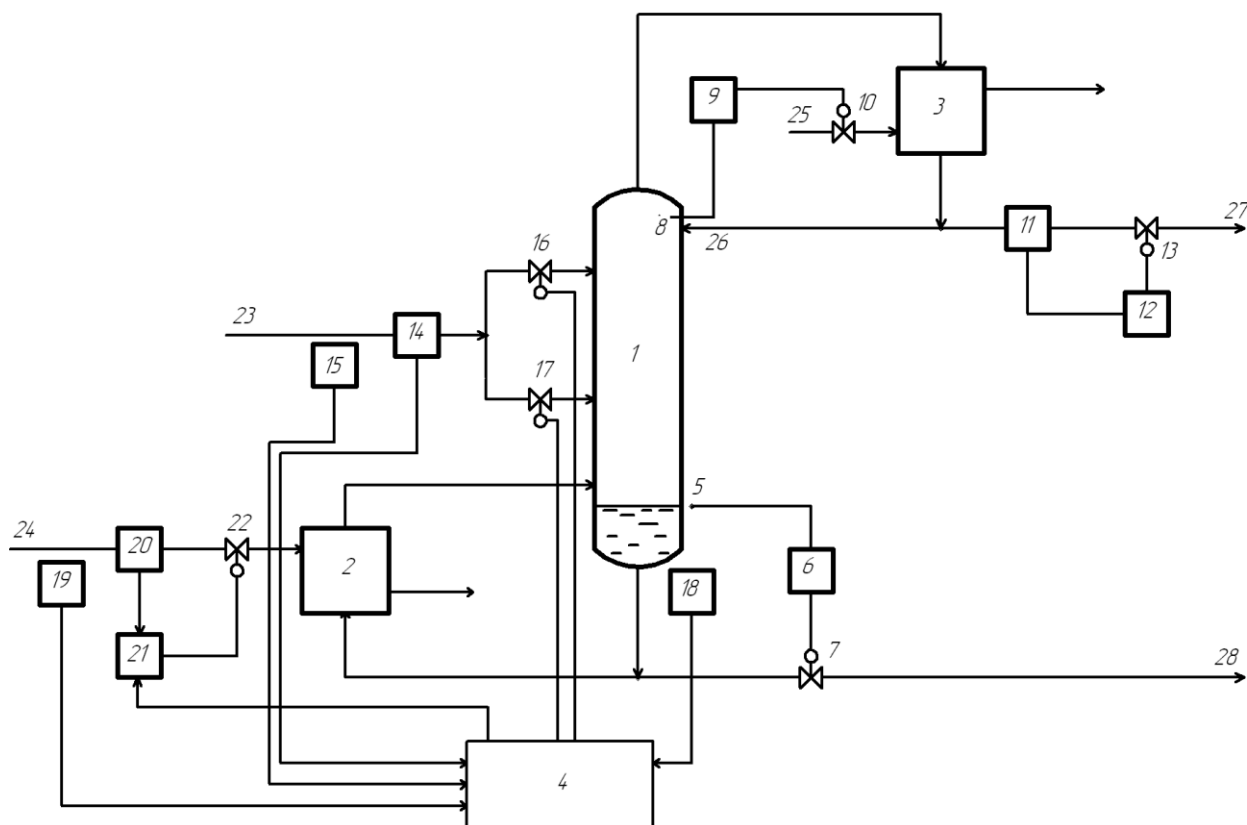


Рис. 1 – Схема управления процессом ректификации с распределенными управляющими воздействиями

Процесс разделения смеси производится в колонне 1, оснащенной теплообменником 2, холодильником-конденсатором 3, вычислительным устройством 4, датчиком уровня кубового продукта 5, регулятором уровня кубового продукта 6, исполнительным устройством 7, датчиком давления в колонне 8, регулятором давления в колонне 9, исполнительным устройством 10, датчиком расхода дистиллята 11, регулятором расхода дистиллята 12, исполнительным устройством 13, датчиками расхода 14 и состава сырья 15, исполнительными устройствами 16 и 17, датчиком температуры в кубе колонны 18, датчиками температуры 19 и расхода греющего пара в куб колонны 20, регулятором расхода греющего пара в куб колонны 21, исполнительным устройством 22, линиями подачи сырья в колонну 23 греющего пара в

куб колонны 24, хладагента в холодильник-конденсатор 25, орошения в колонну 26, отбора дистиллята 27 и кубового продукта 28.

Способ управления процессом ректификации осуществляют следующим образом.

Контур стабилизации уровня кубового продукта и давления в колонне обеспечивают нормальное, безаварийное ведение процесса ректификации. Задача регуляторам 6 и 9 определяют согласно технологическому регламенту. Давление стабилизируют изменением подачи хладагента в холодильник-конденсатор, уровень - изменением расхода кубового продукта. Контур стабилизации выхода дистиллята позволяет получать необходимое количество готового продукта. Задание регулятору 12 задается в зависимости от необходимой производительности процесса.

Управление процессом ректификации осуществляют путем изменения соотношения расходов потоков сырья, которые подаются в верхнюю и нижнюю части колонны, и изменения расхода греющего пара в куб колонны таким образом, что обеспечивается максимизация состав конечного продукта при необходимой производительности процесса.

Расчет оптимальных значений расхода греющего пара в куб колонны и соотношение расходов потоков сырья осуществляют в вычислительном устройстве 4 по математической модели, структура которой имеет вид:

$$V_i = V_{i-1} \quad (1)$$

$$L_i = \begin{cases} V_{i-1} + U + W, & i \leq N_{f2} \\ V_{i-1} + U + W + (q-1)F, & N_{f2} < i \leq N_{f1} \\ V_{i-1} + U - D, & i > N_{f1} \end{cases} \quad (2)$$

$$x_i = \begin{cases} \frac{V_{i-1} \cdot y_{i-1} + U \cdot x_{i-1} + W \cdot x_0}{V_{i-1} + U + W} \\ \frac{V_{i-1} \cdot y_{i-1} + U \cdot x_{i-1} + W \cdot x_0 + (q-1) \cdot F \cdot x_f}{V_{i-1} + U + W + (q-1)F} \\ \frac{V_{i-1} \cdot y_{i-1} + U \cdot x_{i-1} + W \cdot x_0 - F \cdot x_f}{V_{i-1} + U - D} \end{cases} \quad (3)$$

$$y_i = y_{i-1} + (y_i^* - y_{i-1}) \cdot \eta_i \quad (4)$$

$$\eta_i = 1 - \exp\left(\frac{-Ky_i}{V_{i-1}}\right) \quad (5)$$

$$Ky_i = \frac{S_i}{\frac{1}{\beta_{y_i}} + \frac{m_i}{\beta_{x_i}}} \quad (6)$$

$$m_i = \left(\frac{\partial y^*}{\partial x}\right)_{x=x_i} \quad (7)$$

$$y_i^* = y^*(x_i) \quad (8)$$

$$\beta_{yi} = \beta_y(V_{i-1}, Y_{i-1}, L_i, X_i) \quad (9)$$

$$\beta_{xi} = \beta_x(V_{i-1}, Y_{i-1}, L_i, X_i) \quad (10)$$

$$F = W + D \quad (11)$$

$$F \cdot x_f = W \cdot x_0 + D \cdot x_{N+1} \quad (12)$$

$$x_{N+1} = x_d \quad (13)$$

$$x_0 = x_w \quad (14)$$

$$L_{N+1} = V_N - D \quad (15)$$

где

x_f - состав питательной смеси в мольных долях летучего компонента в жидкой фазе;

x_{N+1} , x_d - состав дистиллята в мольных долях легколетучего компонента;

x_0 , x_w - состав кубового остатка в мольных долях легколетучего компонента;

F - расход питательной смеси, кмоль/ч;

V - расход пара в колонне, кмоль/ч;

x_i - состав жидкой фазы на i -й тарелке в мольных долях легколетучего компонента;

y_i - состав паровой фазы на i -й тарелке в мольных долях легколетучего компонента;

η - коэффициент Мерфи, характеризует эффективное действие тарелки по паровой фазе;

K_y - коэффициент массопередачи;

m - значение первой производной от функции кривой равновесия;

S - эффективная площадь тарелки, m^2 ;

β_x - настроечный параметр модели, коэффициент массоотдачи по жидкой фазе;

β_y - настроечный параметр модели, коэффициент массоотдачи по паровой фазе;

D - величина отбора дистиллята, кмоль/ч;

N - количество тарелок;

N_{f1} - номер верхней тарелки питания;

N_{f2} - номер нижней тарелки питания;

q - коэффициент перераспределения сырья между тарелками питания. Показывает, какая часть общего потока сырья подается на верхнюю тарелку питания;

W - величина отбора кубового остатка, кмоль/ч;

L - расход флегмы, кмоль/ч;

U - величина, характеризующая внесения жидкости с тарелки, кмоль/ч;

$y^*(x)$ - концентрация легколетучего компонента в паре, равновесном с жидкостью состава x .

Уравнения (1)-(10) составляют математическую модель ректификационной колонны. Уравнения (11)-(15) - общие уравнения материального баланса и уравнение связи.

Совокупность уравнений (1)- (15) дает полное математическое описание статики ректификационной колонны. Для бинарной ректификации она может быть расшифрована с учетом степеней свободы системы в виде:

$$\begin{cases} x_{N+1} = \Phi(F, x_f, D, V, q, x_0) \\ x_{N+1} = L(F, x_f, D, x_0) \end{cases} \quad (16)$$

где Φ - нелинейная часть системы, которая реализуется в результате потарелочного расчета и содержит уравнения (1)-(10);

L - линейная часть, уравнение материального баланса по летучим компонентам (12).

Система уравнений (16) полностью определена и может быть решена итерационными методами. Результатом расчета являются составы дистиллята и кубового продукта при известных расходе F и составе сырья x_f , расходе дистиллята D , расходу пара в колонне V и коэффициенте перераспределения сырья q .

Информация о главных возмущающие воздействия - расходе и составе сырья, подаваемого в колонну, от датчиков 14 и 15 соответственно поступает в вычислительное устройство 4, которое с помощью итерационных методов рассчитывает значения парового потока в колонне и коэффициента перераспределения сырья, при которых обеспечивается максимизация качества дистиллята.

Регулирование парового потока в колонне осуществляют путем изменения расхода греющего пара в куб колонны, так как между ними существует однозначная зависимость. Таким образом, задача регулятора расхода греющего пара в куб колонны 21, определяется вычислительным устройством на основании рассчитанного оптимального значения расхода пара в колонне и измерений датчиков температуры кубового продукта 18 и температуры 19 греющего пара, подаваемого в куб колонны.

Изменение соотношения затрат потоков сырья, подаваемых в верхнюю и нижнюю части колонны, осуществляется вычислительным устройством путем воздействия на клапаны 16 и 17. Характер действия клапанов выбран таким образом, чтобы при изменении управляющего сигнала один из них открывался, а другой - закрывался.

Изменение соотношения затрат потоков сырья, подаваемых в верхнюю и нижнюю части колонны, эффективно при значительных колебаниях состава и расхода сырья и позволяет сэкономить другие дорогие ресурсы, необходимые для компенсации таких возмущений.

Обсуждение результатов

Использование методов математического моделирования позволяет получать неизменно высокое качество дистиллята, так как управляющие действия наносятся сразу же после возникновения возмущений.

Незначительные изменения параметров сырья компенсируются контуром регулирования расхода парового потока в

колонне. Кроме того, повышение эффективности управления заключается в возможности экономии и применения сырья более низкого качества, при сохранении такой же производительности и концентрации дистиллята, как и при однопоточном вводе.

На рис. 2. представлены результаты исследования зависимости оптимального состава дистиллята от расхода дистиллята в колонну, выполненные по представленной математической модели при использовании различных способов управления:

- перераспределении сырья на 2 потока (распределенное управление);
- переключение точки ввода сырья (распределенное управление);
- ввод сырья на проектную тарелку питания.

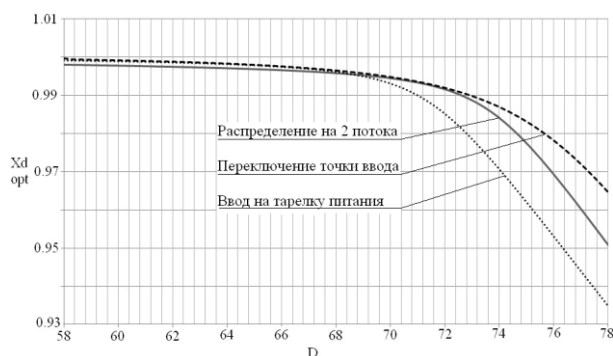


Рис. 2 - Зависимость оптимального состава дистиллята от расхода дистиллята при применении перераспределения сырья на два потока, при переключении точки ввода сырья в колонну и при управлении только путем изменения расхода парового потока в колонне ($F = 100$, $x_f = 0,76$)

Анализ полученных зависимостей показал, что использование распределенных управляющих действий (переключение точки ввода сырья в колонну) позволяет сэкономить расход теплоносителя в куб колонны и уменьшить энергоемкость и себестоимость процесса ректификации. Как видно из рис. 2, на интервале расходов дистиллята от 70 кмоль/ч и более применение распределенного управления позволяет значительно повысить производительность процесса при сохранении того же качества продукта. Кроме того, повышенный расход дистиллята на этом интервале уменьшает требуемый расход пара в колонне. Это приводит к снижению затрат теплоносителя на единицу продукции, а, значит, и к снижению ее себестоимости.

Предложенный способ управления процессом ректификации может использоваться при разработке систем оптимального управления данным процессом.

Выводы

Представленный в работе новый способ управления процессом ректификации с распределенными управляющими воздействиями, обеспечивает получение дистиллята максимально возможного качества, при минимальных энергозатратах.

Проведенное в работе исследование по математической модели двух вариантов реализации принципа распределенного управления показало наибольшую эффективность управления переключением точки ввода сырья в колонну, в сравнении с перераспределением сырья на 2 потока.

Предложенный способ управления позволяет сэкономить расход теплоносителя в куб колонны и уменьшить энергоемкость и себестоимость процесса ректификации, что приводит к снижению затрат теплоносителя на единицу продукции, а, значит, и к снижению ее себестоимости.

Список литературы

1. Орлов, М. Е. Теоретические основы теплотехники. Тепломассообмен / М. Е. Орлов. – Ульяновск: Ул. ГТУ, 2013. – 204 с.
2. Комиссаров, Ю. А. Научные основы процессов ректификации / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент. – М.: Химия, 2004. – 316 с.
3. Tajdari, M. Shock-Control Study in Ethyl Acetate Production Process in a Reactive Distillation Column: Experimental and Simulation / M. Tajdari, M. Ardjmand, M. Soltamieh, A. A. Safekordi // *World Applied Sciences Journal*. – 2009. – Vol. 7, Issue 5. – P. 574–581.
4. Chandra, P. V. S. R. Multistep model predictive control of ethyl acetate reactive distillation column / P. V. S. R. Chandra, Ch. Venkateswarlu // *Indian Journal of Chemical Technology*. – 2007. – Vol. July. – P. 333–340.
5. Minh, V. T. Model predictive control of a condensate distillation column / V. T. Minh, W. M. W. Muhamad // *International Journal of Systems Control*. – 2010. – Vol. 1. – P. 4–12.
6. Абрамов, К. В. Разработка инвариантной системы управления процессом ректификации / К. В. Абрамов, Ю. Н. Софиева // *Приборы*. – 2012. – № 3(64). – С. 42–47.
7. Островский, Г. М. Выбор оптимальных тарелок питания в замкнутой системе ректификационных колонн / Г. М. Островский, Н. Н. Зиятдинов, Т. В. Лактева // *Теоретические основы химической технологии*. – 2008. – Т. 42, № 4. – С. 401–412.

8. Кубышкин В. А. Подвижное управление тепловыми процессами. Задачи и алгоритмы : труды XII Всерос. совещ. / В. А. Кубышкин, В. С. Суховеров, В. И. Финягина // *Совещание по проблемам управления*. – Москва, 2014. – 58 с
9. Белоброва, Е. В. Оптимальное управление совмещенными процессами с распределенными управляющими воздействиями. : Зб. наук. пр. НГУ / Е. В. Белоброва // Дніпропетровськ: РВК НГУ. – 2009. – Т. 2, № 33. – С. 48–54.
10. Патент на корисну модель № 88190 Україна. Спосіб керування процесом ректифікації / Білоброва О. В., Шейкус А. Р., Корсун В. І. – опубл. Зареєстровано в Державному реєстрі патентів України на корисні моделі 11.03.2014. - 2 с.

References

1. Orlov, M. E. Teoreticheskie osnovy teplotekhniki. Teplomassoobmen. Ulyanovsk: Ul. GTU, 2013, 204.
2. Komissarov, Yu. A., Gordeev, L. S., Vent, D. P. Nauchnye osnovy protsessov rektifikatsii. Moscow: Himiya, 2004, 316.
3. Tajdari, M., Ardjmand, M., Soltamieh, M., Safekordi, A. A. Shock-Control Study in Ethyl Acetate Production Process in a Reactive Distillation Column: Experimental and Simulation. *World Applied Sciences Journal*, 2009, 7 (5), 574–581.
4. Chandra, P. V. S. R., Venkateswarlu, Ch. Multistep model predictive control of ethyl acetate reactive distillation column. *Indian Journal of Chemical Technology*, 2007, July. 333–340.
5. Minh, V. T., Muhamad, W. M. W. Model predictive control of a condensate distillation column. *International Journal of Systems Control*, 2010, 1, 4–12.
6. Abramov, K. V., Sofieva, Yu. N. Razrabotka invariantnoy sistemy upravleniya protsessom rektifikatsii. *Pribory*, 2012, 3(64), 42–47.
7. Ostrovskiy, G. M., Ziyatdinov, N. N., Lakteva, T. V. Vyibor optimalnykh tarelak pitaniya v zamknoy sisteme rektifikatsionnykh kolonn. *Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii*, 2008, 42(4), 401–412.
8. Kubyshkin V. A., Suhoverov, V. S., Finyagina, V. I. Podvizhnoe upravlenie teplovymi protsessami. Zadachi i algoritmy : trudy XII Vseros. Sovesch. *Soveschanie po problemam upravleniya*, 2014, 58.
9. Belobrova, E. V. Optimalnoe upravlenie sovmeschennymi protsessami s raspredelennymi upravlyayuschimi vozdeystviyami. : Zb. nauk. pr. NGU Dnipropetrovsk: RVK NGU, 2009, 2(33), 48–54.
10. Bilobrova, O. V., Sheykus, A. R., Korsun, V. I. Spisib keruvannya protsesom rektifikatsiyi. *Patent na korisnu model №88190 Ukrayina*. opubl. Zareestrovano v Derzhavnomu reestri patentiv Ukraini na korisnu model 11.03.2014, 2.

Надійшла (received) 20.03.2015